

⑨ 日本国特許庁 (JP)

⑩ 特許出願公開

⑫ 公開特許公報 (A)

昭57-32728

⑪ Int. Cl.³

B 01 J 8/18

C 01 B 3/30

C 10 G 9/32

C 10 J 3/54

識別記号

庁内整理番号

7202-4G

7059-4G

2104-4H

7731-4H

⑬ 公開 昭和57年(1982)2月22日

発明の数 2

審査請求 未請求

(全 9 頁)

⑭ 隔板付内筒を用いて粉粒体を循環する流動層熱分解ガス化装置およびその方法

⑮ 発明者 国井大蔵

東京都目黒区中町 1-25-16

⑯ 出願人 国井大蔵

東京都目黒区中町 1-25-16

⑰ 特願 昭55-107744

⑱ 出願 昭55(1980)8月7日

⑲ 代理人 弁理士 伊東彰

明 細 書

1. 発明の名称

隔板付内筒を用いて粉粒体を循環する流動層熱分解ガス化装置およびその方法

2. 特許請求の範囲

- (1) 下方に向つて断面積を小さくする筒状の容器中に内筒を納め、内筒内に実質的に垂直な隔板を設けて内筒内部を2個の帯域に分割し、内筒と筒状容器の間の環状の空間を実質的に垂直な2個の隔板を設けて2個の帯域に分割し、内筒内の2個の帯域にそれぞれ上部と下部に開口を設けることによつて筒状容器内の帯域を連結せしめた装置であつて、筒状容器内の空間に平均粒径0.05~2 mmの範囲にある粉粒状固体を納め、筒状容器の下部の任意の位置に設けた気体送入口より気体を連続的に送入して筒状容器と内筒の間の環状部にある第1の帯域において粉粒状固体を平均空隙率0.4~0.85の濃厚流動層状態に保ちながら上方に移動させ、内筒内の第1の帯域の上部に

設けた開口を通じて内筒内の第1の帯域に移動させ、内筒内の第1の帯域内を平均空隙率0.35~0.75の移動層あるいは濃厚流動層の状態下方に移動させ、内筒内の第1の帯域の下部に設けた開口を通じて筒状容器と内筒の間の環状部にある第2の帯域の下方に移動させ、筒状容器の下部あるいは側部の任意の位置に設けた気体送入口より空気あるいは酸素を含む気体を送入して平均空隙率0.4~0.85の濃厚流動層状態で筒状容器と内筒の間の環状部にある第2の帯域の上方に移動させ、内筒内の第2の帯域の上部に設けた開口を通じて内筒内の第2の帯域に移動させ、内筒内の第2の帯域内を平均空隙率0.35~0.75の移動層あるいは濃厚流動層状態で下方に移動させ、内筒内の第2の帯域の下部に設けた開口を通じて筒状容器と内筒の間の環状部にある第1の帯域の下方に循環移動させるように構成されたことを特徴とする単一の容器中の流動層。内において循環する粉粒状固体を用い固体状、

液体状あるいはスラリー状の可燃物質を熱分解ガス化する装置

- (2) 特許請求の範囲第(1)項記載の可燃物質を熱分解ガス化する装置を使用し、固体状、液体状あるいはスラリー状の可燃物質を筒状容器と内筒の間の環状部にある第1の帯域内にある粉粒状固体の濃厚流動層中に実質的に連続的に送入し、500~1100℃の温度範囲で可燃物質の熱分解ガス化反応を生起させ、熱分解ガス化反応によつて発生した固体状の炭素あるいは可燃分を含む固体を循環する粉粒状固体に伴なつて内筒の上部に設けた開口を通じて内筒内の第1の帯域内部に移動させ、内筒内を移動層あるいは濃厚流動層状態で下方に移動する粉粒状固体に伴なつて内筒の下部に設けた開口を通じて筒状容器と内筒の間の環状部にある第2の帯域の下方に移動させ、その第2の帯域の下部あるいは側部の任意の位置から空気あるいは酸素を含む気体を送入して前記固体状炭素あるいは可燃分を含む固

状部を隔板を設けて2個の帯域に分割し、この2個の帯域と内筒内部の2個の帯域の間に粉粒状固体(以下粉粒体と略称する)を高温の流動層の状態で循環させ、環状部における一つの帯域に可燃物質を連続的に送入して熱分解ガス化する装置および方法に関する。

重質石油類すなわち原油、重油、常圧および減圧残油、ピッチなどを熱分解ガス化して化学工業原料およびきれいな液体、気体燃料を製造する方法として、高温流動層を形成する熱分解ガス化反応塔と、他の高温流動層を形成する燃焼加熱塔の間に粉粒体を循環させることにより熱分解ガス化し、それによつて生成した残渣を燃焼して粉粒体を加熱するとともに高温の粉粒体を熱分解ガス化反応塔に循環して熱分解ガス化反応に必要な熱エネルギーを供給する方法は公知である。このように粉粒体を熱媒体として2つの流動層の間に循環させる方法は、従来から固形廃棄物のガス化、石炭のガス化等にも応用されている。しかしこの方法、すなわち高温

体を燃焼あるいは部分酸化反応を生起させて循環する粉粒状固体を700~1200℃の温度に加熱し、高温の粉粒状固体を内筒の上部に設けた開口を通じて内筒内の第2の帯域を経て、筒状容器と内筒の間の環状部にある第1の帯域に移動させることによつて固体状、液体状あるいはスラリー状の可燃物質の熱分解ガス化に必要な熱エネルギーを供給するとともに、内筒および隔板を通ずる熱伝導によつて熱分解ガス化に必要な熱エネルギーの一部を供給することを特徴とする単一の容器中の流動層内において循環する粉粒状固体を用い固体状、液体状あるいはスラリー状の可燃物質を熱分解ガス化する方法

3. 発明の詳細な説明

本発明は固体状、液体状およびスラリー状の可燃物質の連続熱分解ガス化装置およびその方法に関し、さらに詳しくは筒状の容器の中に径の小さい内筒を設け、内筒の中に隔板を設けて2個の帯域に分割し、筒状容器と内筒の間の環

流動層を形成する熱分解ガス化反応塔と他の燃焼加熱塔の間に粉粒状の熱媒体を循環させる方法は酸素を使用することなしに濃度の高い有用成分および高カロリーの燃料ガス、必要によつては液状成分を得ることができるので、重質油などの液状炭化水素、石炭などの固体状炭化水素、固体廃棄物のような可燃物の熱分解ガス化を大規模に行なう場合には、単一流動層によつて熱分解ガス化を行なう方法に比べて高濃度、高カロリーの製品を低い製造コストで得られるという利点があるが、一方装置の構造および制御系が単一流動層を用いる方法に比べて複雑となり、小規模の熱分解ガス化を行なう場合には製造コストとしてさほど有利でなくなる欠点を有する。

本発明は熱媒体循環による固体状、液体状あるいはスラリー状の可燃物質の熱分解ガス化を規模の大小によらず低い製造コストで安定連続的に行なうことを目的として、単一の流動層を内部に垂直な隔板を有する内筒と別の隔板によ

つて4個の帯域に分割し、それらの間に熱媒体を連続的に循環させることによつて前記の可燃物質の熱分解ガス化と、残渣の燃焼、部分酸化を別の帯域において行なわせ、熱分解ガス化の生成物と燃焼、部分酸化による燃焼ガス、可燃ガスを別々に取り出す装置および方法を提供するものである。

以下に本発明を詳細に説明する。

本発明の装置および方法において熱分解ガス化を行なうことのできる可燃物質は石炭類、チャー、ピッチなどの固体状燃料、プラスチック類、紙類、木片などを含む一般および産業廃棄物、樹皮、コーンストック、糊液などの農林産系副生固体原料または廃棄物など可燃性のすべての固体であり、また原油、常圧残油、減圧残油、タール、タンク残油など可燃性のすべての液体、さらに例えば微粉状固体と可燃液体との混合物のような泥状、スラリー状の可燃混合物である。

本発明における熱媒体すなわち粉粒体は500

送入し、整流器直上の熱媒体を流動化開始に近い弱い流動層の状態に保つ。この際の整流器の形式および寸法は任意である。6、6'は流動化気体の送入口であり、その形状、位置、数は任意であつて、要は筒状容器と内筒との間の環状部に存在する熱媒体を平均空隙率0.4~0.85の濃厚流動層状態で流動化するものであればよく、また流動化用気体は必ずしも送入口4から送入する気体と同一種のものでなくてもよい。原料である可燃物質は筒状容器の側方に設けられた送入口8から濃厚流動層状態にある熱媒体の中に送入される。この際の送入口8の形状、位置、数は任意であり、要は原料の可燃物質が筒状容器と内筒の間の環状部にある熱媒体の濃厚流動層の中に速やかに分散されるものであればよい。9は生成ガスの排出口であり、筒状容器1内の流動層において発生する気体を筒状容器外に取り出す、その形状や位置は任意である。

第2図、第3図および第4図は第1図に示した装置のそれぞれA-A'横断面図、B-B'横断

1200℃の範囲で与えられた可燃物質に適した温度範囲において流動層状態で循環できるものであればその種類に限定されず、例えば砂、アルミナ、耐火物、コークス、鉄鉱石、石灰石、ドロマイト、石灰灰およびその焼結粒、セメントクリンカー、炭粒などを使用することができるが、その平均粒径は0.05~2mmの範囲である。

次に本発明を添付図面によつて説明する。

第1図は本発明の方法を実施するための装置の一例の縦断面図である。下方に向つて内径を小さくする筒状容器1の中に、垂直あるいは垂直に近い隔板2によつて内部を2個の帯域に分割する内筒3を設置し、且つ筒状容器と内筒の間の環状の空間を垂直あるいは垂直に近い隔板11、12によつて2個の帯域に分割する。筒状容器と内筒の間の環状部の2個の帯域および内筒内の2個の帯域には粉粒体である熱媒体を納め、送入口4を通じて送入される流動化用気体を整流器5を通じて筒状容器1内の熱媒体層に

面図およびC-C'横断面図であり、第1図は第2図、第3図および第4図のX-X'縦断面図である。第2図、第3図および第4図において隔板2は内筒3の内部の空間を実質的に垂直に2個の帯域に分割し、隔板10および11は筒状容器1と内筒3の間の環状空間を実質的に垂直に2個の帯域に分割する。

第1図において原料である可燃物質は送入口8を通じて実質的に連続的に筒状容器1と内筒3の間の環状部にある第1の帯域7に送入され、帯域7において濃厚流動層状態で500~1100℃の温度範囲で流動化している熱媒体の中に分散混合させられ、急速な熱分解ガス化反応を受け、発生した気体は流動化用の気体に混合して熱媒体流動層をはなれる。可燃物質の熱分解ガス化反応によつて残つた炭素質と灰分の混合物、すなわちチャーは熱媒体に伴なわれ、第1図および第2図に示される内筒3の開口部12を経て内筒内の第1の帯域13に移送され、この帯域の中を熱媒体と混合したまま移動層あるいは濃

厚流動層の状態下方に移送される。内筒3の下方に移送されたチャーと熱媒体の混合物は第1図および第4図に示される内筒下端に設けられた開口14を経て筒状容器1と内筒3の間の環状部にある第2の帯域15の下方に移送され、筒状容器の底部に送入される流動化用気体の作用によつて濃厚流動化状態で帯域15の中を上方向に移送され、帯域15の任意のレベルにおいて筒状容器1の側方から送入される空気あるいは酸素を含む気体によつて平均空隙率0.4~0.85の濃厚流動層状態に流動化しながらチャーを燃焼あるいは部分酸化して熱媒体を700~1200℃に加熱し、燃焼ガスあるいは生成ガスは流動化気体と混合して帯域15内の流動層をはなれ、帯域7からの発生ガスとは異なる排出口から筒状容器の外に導き出される。

帯域15にある流動層において加熱された熱媒体は第2図において示されるような内筒3の上部に設けられた開口16を通じて内筒内の第2の帯域17に移動され、帯域17の中を移動

域7内の熱媒体に伝えられ、熱分解ガス化に必要な熱エネルギーの一部を供給することができる。

第1図~第4図は本発明の方法を説明するための一例を示したものであつて、必ずしもこれに拘束されるものではなく、例えば第5図のように帯域7と帯域15の断面横が異なつたものであつても、また内筒3が第6図のように筒状容器1と連結していないものであつても差支えない。また流動化用気体の送入口6,6'は第1図のものに拘束されず、例えば第7図のように整流器25を有するものであつてもよい。また原料の送入口8は必ずしも側方から送入するものに限らず、例えば第7図の19のように上方から送入するものであつてもよい。第1図の内筒3は円筒状のものを示したが、必ずしもこれに限らず、第7図の3のように下方で内径を小さくするものであつても差支えない。

原料が石炭、固体廃棄物などのように燃焼あるいは部分酸化後も灰分などの固体残査を残す

層あるいは濃厚流動層の状態下方に移送され、第4図に示されるような内筒3の下部に設けられた開口18を通じて筒状容器と内筒の間の第1の帯域7の下方に移送され、筒状容器の底部から送入される流動化用気体によつて帯域7の下方を濃厚流動層の状態上方に移送され、第1図に示される流動化用気体の送入口6,6'によつて濃厚流動層の状態に流動化され、送入口8を通じて送入される可燃物質と急速に混合して、これを熱分解ガス化する。すなわち熱媒体を帯域7-帯域13-帯域15-帯域17-帯域7という順序に循環することにより、帯域7において可燃物質を熱分解ガス化するとともに、帯域15においてチャーを燃焼あるいは部分酸化して熱媒体を加熱し、熱分解ガス化に必要な熱エネルギーを供給するものである。第1図~第4図において帯域15, 17内にある熱媒体は加熱されているので、帯域7内の熱媒体に比べて温度が高いから、隔板10, 11および内筒3の板面を通ずる熱伝導によつて熱エネルギーが帯

場合には、それらが熱媒体の中に蓄積して円滑な流動化および熱媒体の循環を妨げることになるから、第8図の排出管19を設置して熱媒体と残査との混合物を断続的あるいは連続的に取り出すことができる。この際排出管の形状および位置に関しては第8図の例に拘束されず、要は筒状容器の底部から熱媒体と残査混合物あるいは残査のみを筒状容器外に排出させるものであればよい。

第1図、第7図および第8図は公知の流動化用気体整流器を使用する場合の例であるが、本発明では必ずしもこれに拘束されず、例えば第9図に示すように帯域7、帯域13、帯域17および帯域15(第9図に示されない)の下部に別個の入口20, 21, 22, 23を用いて流動化用気体を送入することができる。

第10図は帯域7と帯域15から発生する両種の気体を別個に取り出すときの排出口9および9'を示す平面図であり、両種の気体はそれぞれ別個の粉体分離器に導かれる。第11図は粉

体分離器24を筒状容器1の上部に設置した場合の例である。

本発明の装置および方法は単一の流動層内で循環する熱媒体を使用して固体状、液体状およびスラリー状の重質炭化水素その他の可燃物質を安定連続的に熱分解ガス化するためのものであるが、熱分解ガス化に必要な熱エネルギー源として残査を燃焼するために空気を使用する場合でも熱分解ガス化した生成ガス中には殆ど窒素を含まないで高濃度の目的製品あるいは高カロリーの燃料ガスを簡単に得ることができる。加熱のために例えば酸素と水蒸気の混合ガスを用いる場合には上記の高濃度の目的製品あるいは高カロリーガスとは別のストリームとして高濃度の水素、一酸化炭素を取り出し、有用な化学工業原料ガスなどとして利用することができる。本発明の方法は公知の熱媒体循環型式の熱分解ガス化方法のように、別々の流動層内に熱媒体を循環する必要はなく、単一の流動層内で熱媒体を安定に循環できるので構造が簡単である。

るばかりでなく、制御系統がはるかに単純になる利点があり、したがって小さな規模においても上記原料の熱分解ガス化を経済的にこなすことができる。

特に広い地域に分散して発生する農林産系廃棄物、バイオマスあるいはプラスチック系廃棄物などは発生地域において局部的に処理する必要があるが、この場合は必然的に小規模の処理量となり、公知の熱媒体循環型式の熱分解ガス化装置では建設費、運転費が高くなつて経済的利用が困難である。本発明の装置および方法によればそれらの原料をすべて高カロリーの燃料ガスに転化できるので小規模多数の発生源からのそれら可燃物質を経済的にエネルギー化することが可能となる。また石炭などの固体原料を使用する場合には、高濃度、高カロリーの熱分解ガス化生成物を得るだけでなく、同一流動層の他の出口から水素、一酸化炭素に富む有用な原料ガスを製造することができる。

次に実施例により本発明を説明する。

実施例 1

高さ1900mm、内径が上方から320mm、240mm、180mmと変化する筒状容器からなり、平板状の隔板を有する内径140mmの内筒を設置して第1図と同様な構造である反応装置を用い、家庭から排出される固体状の一般廃棄物を湿分5.1%まで乾燥して平均粒径5mmに調整したものを9.8kg/hrの割合で連続的に送入し、熱媒体として密度210g/cm³、平均粒径0.40mmの耐火物粒を濃厚流動層状態で反応装置内を循環させ、外部から電熱によつて加熱して装置からの熱損失を防止しながら、第1表のような条件下で熱分解ガス化反応を行ない、第1表に示す結果を得た。

第 1 表

固形廃棄物	乾重基準の組成				
	物質	無機物	C	H	O N
	重量%	24.2	39.3	5.4	28.1 1.5
	物質	S	Cl	合計	
	重量%	0.9	0.4	100	
反応条件	熱分解ガス化温度	705℃			
	空気燃焼流動層温度	824℃			
	熱媒体循環流量	158kg/hr			
	底部よりの送入気体	水蒸気			
	同 送 入 流 量	1.62kg/hr			
	熱分解ガス化流動層への吹付気体	水蒸気			
	同 送 入 流 量	1.21kg/hr			
	燃焼流動層吹込空気流量	693Nm/hr			
結 果	発生乾ガス量	3.56 Nm/hr			
	乾ガス組成	H ₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₂ H ₄
	容 量 %	18.6	15.0	2.9	10.4
	乾ガス組成	CO	CO ₂	合計	
	容 量 %	15.8	37.3	100	
	真発熱量	4290 Kcal/Nm ³			

実施例 2

実施例 1 と同じ反応装置および熱媒体を用い、乾燥した極微を 5.95kg/hr の割合で定常的に送入して熱分解ガス化反応を行なった。

第 2 表

極 微	組 成	水分	灰分	揮発分	固定炭素	合計
	重量%	15.5	12.2	65.8	6.5	100
反応条件	熱分解ガス化流動層温度	1010°C				
	空気燃焼流動層温度	1065°C				
	熱媒体循環流量	117kg/hr				
	底部よりの送入気体	窒素ガス				
	同 送 入 流 量	158Nm/hr				
	熱分解ガス化流動層送入気体	窒素ガス				
	同 送 入 流 量	0.37Nm/hr				
	燃焼流動層吹込空気流量	585Nm/hr				
結 果	生成乾ガス量	4.85Nm/hr				
	組 成	H ₂	CO	CO ₂	CH ₄	C ₂ H ₄ N ₂
	容量%	29.5	36.2	5.3	7.3	2.4 19.5
	組 成 合計					
	容量%	100				
	真 発 熱 量	3025Kcal/hr				

実施例 4

実施例 1 と同じ装置を用い、熱媒体として石灰炭の焼結粒を使用して石灰を連続的に送入して熱分解反応を行なった。この際空気の代わりに酸素と水蒸気の混合ガスを送入し、燃焼ガスの代わりに酸素と一酸化炭素を含む水性ガスを得た。

第 4 表

石 炭	太平洋炭	0.1~0.7mm 分布粒径				
	組 成	灰	C	H	O	N S 合計
	重量%	12.9	67.0	5.4	13.1	0.2 100
反応条件	総発熱量	6680Kcal/hr (乾炭)				
		3.95kg/hr				
	熱分解ガス化温度	605°C				
	酸素、水蒸気送入部分酸化流動層温度	975°C				
	熱媒体循環流量	138kg/hr				
	底部よりの送入気体	水蒸気				
	同 流 量	1.73kg/hr				
	熱分解ガス化流動層への送入気体	水蒸気				
	同 流 量	1.02kg/hr				
	部分酸化流動層送入酸素流量	0.85Nm/hr				
	同 水 蒸 気 流 量	2.54kg/hr				

実施例 3

実施例 1 と同じ装置を用い、熱媒体としてピッチコークスを装入し、コンラドソン炭素値 75% の重質油を側方に設置した噴霧ノズルによつて流動層中に連続的に送入して熱分解反応を行なった。

第 3 表

重 質 油	重質原油 比重 0.883g/cm ³ コンラドソン炭素値 75% 供給速度 2.08kg/hr
反応条件	熱分解流動層温度 810℃ 空気燃焼流動層温度 838℃ 熱媒体 ピッチコークス粒 平均粒径 0.35mm 熱媒体 循環量 80.8 kg/hr 底部よりの送入水蒸気 1.25kg/hr 熱分解流動層への吹込水蒸気流量 3.03kg/hr 燃焼流動層吹込空気流量 5.61Nm/hr
結 果	原料油 1kg あたりの乾ガス発生量 同熱分解油発生量 生成ガス組成 成 分 H ₂ H ₂ S CH ₄ C ₂ H ₆ C ₂ H ₄ C ₂ H ₂ C ₃ H ₈ 重量% 0.6 0.8 12.0 3.4 18.9 0.2 0.5 成 分 C ₃ H ₄ C ₄ 合計 重量% 9.4 4.7 50.5

結 果	乾 ガ ス 0.423 Nm/hr
組 成	H ₂ CO CO ₂ CH ₄ C ₂ H ₄ C ₂ H ₆
容量%	20.1 16.5 20.5 24.2 3.9 4.7
組 成	C ₃ C ₄ 合計
容量%	6.6 3.5 100
ターナル	1.10kg/hr ガス液 0.19kg/hr
総発熱量	7055Kcal/Nm ³
他の出口から出た水性ガス	3.66Nm/hr
組 成	H ₂ CO CO ₂ 合計
容量%	31.2 57.9 10.9 100

4. 図面の簡単な説明

第 1 図～第 4 図は本発明装置の一実施態様を示す図で、第 1 図は垂直縦断面図で第 2 図～第 4 図は A-A'～C-C' における各水平横断面図である。第 5 図～第 11 図は各部分の他の実施態様を示す図である。

- 1 … 筒状容器 2 … 隔 板
3 … 内 筒 4, 6, 6' … 流動化用気体送入口
5, 25 … 整流器 7, 13, 15, 17 … 帯 域
8, 19 … 原料送入口 9, 9' … 生成ガス排出口
10, 11 … 隔 板 12, 14, 16, 18 … 開口

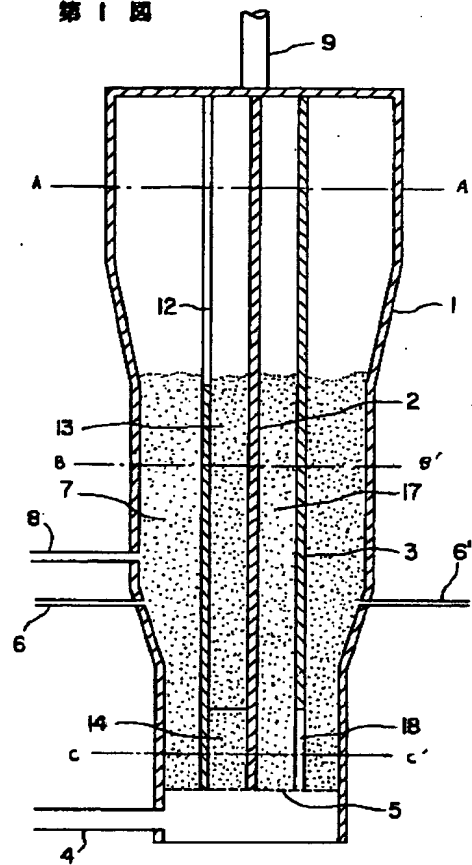
20、21、22、23 ... 流動化用気体送入口

24 ... 粉体分離器

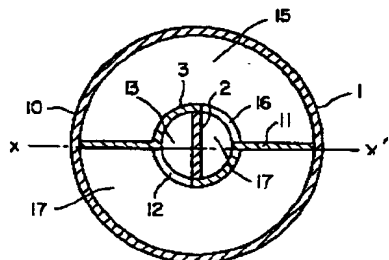
特許出願人 国 井 大 蔵

代理人 弁理士 伊 東 彰

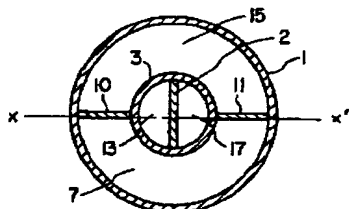
第 1 図



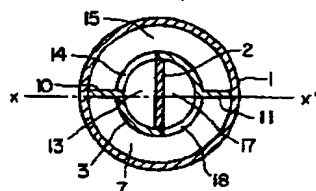
第 2 図



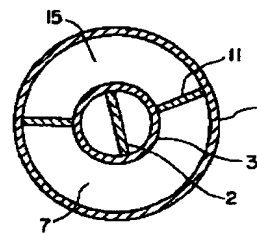
第 3 図



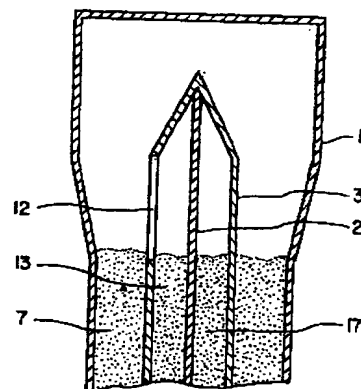
第 4 図



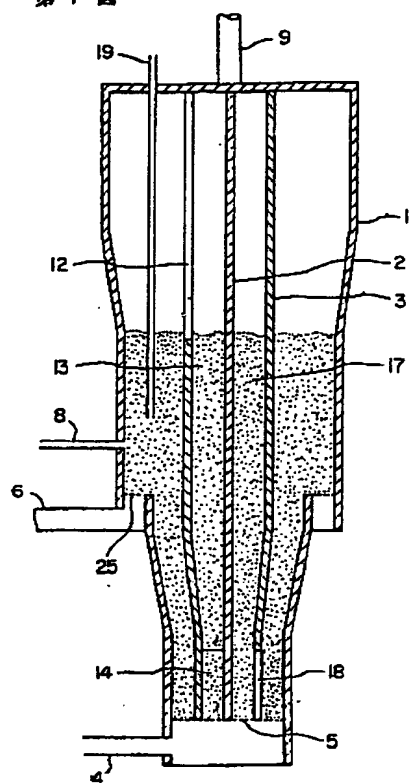
第 5 図



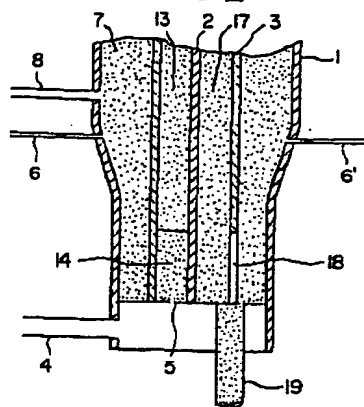
第 6 図



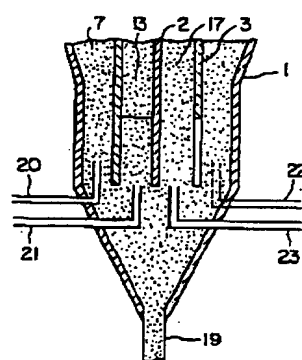
第 7 圖



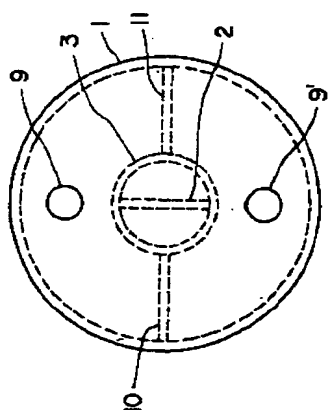
第 8 圖



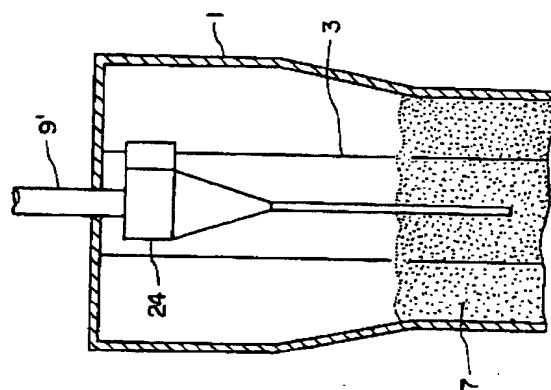
第 9 圖



第 10 圖



第 11 圖



昭和55年8月29日

特許庁長官 川原能雄 殿

1. 事件の表示

昭和55年特許願第 107744号

2. 発明の名称

隔板付内筒を用いて粉粒体を循環する流動
層熱分解ガス化装置およびその方法

3. 補正をする者

事件との関係 特許出願人

住 所 東京都目黒区中町1-25-16

氏 名 国 井 大 蔵

4. 代 理 人 〒101

住 所 東京都千代田区神田神保町2丁目42番地

阿部ビル

氏 名 弁理士(6964) 伊 東 彰

(電話 261-7333)

5. 補正の対象

明細書の発明の詳細な説明の欄及び図面

6. 補正の内容

(1) 明細書第20頁の第3表の結果の欄

「原料油1kgあたりの乾ガス発生量」、「同熱分解油発生量」をそれぞれ「原料油1kgあたりの乾ガス発生量50.8重量%」、「同熱分解油発生量41.4重量%」に訂正する。

(2) 図面 別紙のとおり(第2図)

第2図

